

Brazilian Journals of Business

O impacto na programação da produção devido à integração das camadas de controle avançado e de scheduling na indústria de processos

The impact on programming of production due to integration of advanced control and scheduling layers in the process industry

Recebimento dos originais: 28/08/2019

Aceitação para publicação: 17/09/2019

Eugênio Pacceli Costa

Doutor em Engenharia de Produção pela Universidade Federal de São Carlos – UFSCar

Instituição: Universidade Federal de Uberlândia – UFU

Endereço: Campus Pontal - Rua Vinte - 1600 - Bairro Tupã - Ituiutaba - MG

E-mail: eugenio@ufu.br

Maurício Figueiredo

Doutor em Engenharia Elétrica pela Universidade Estadual de Campinas- UNICAMP

Instituição: Universidade Federal de São Carlos – UFSCar

Endereço: Rodovia Washington Luís, km 235 – Jardim Guanabara – São Carlos – SP

E-mail: mauricio@dc.ufscar.br

Paulo Rogério Politano

Doutor em Engenharia Mecânica pela Universidade de São Paulo – USP

Instituição: Universidade Federal de São Carlos – UFSCar

Endereço: Rodovia Washington Luís, km 235 – Jardim Guanabara – São Carlos – SP

E-mail: paulo@dc.ufscar.br

Wu Hong Kwong

Doutor em Engenharia Química pela Universidade de São Paulo – USP

Instituição: Universidade Federal de São Carlos – UFSCar

Endereço: Rodovia Washington Luís, km 235 – Jardim Guanabara – São Carlos – SP

E-mail: wu@ufscar.br

RESUMO

As camadas de Scheduling e de Controle Avançado tradicionalmente operam de forma independente no processo produtivo na indústria de processos. Algumas correntes investigativas começam a perceber que a integração dessas camadas oferece alternativas de melhoria no processo produtivo, ao mesmo tempo que gera melhores resultados operacionais. Em particular a determinação do sequenciamento ótimo de produtos é sensível aos tempos de transição obtidos da camada de controle, que por sua vez são fortemente dependentes das variáveis de processo. Neste trabalho investiga-se o impacto da integração dessas camadas adotando a estratégia de controle avançado MPC considerando um modelo não linear de planta química. Resultados de simulação computacional permitem confirmar a necessidade de se incorporar informações provenientes da camada de controle avançado no scheduling da produção.

Palavras-chave: scheduling, controle avançado, integração entre scheduling e controle

ABSTRACT

Scheduling and Advanced Control layers traditionally operate independently in the production process in the process industry. Some investigative streams are beginning to realize that the integration of these

layers offers alternatives for improvement in the production process, while generating better operational results. In particular the determination of optimal product sequencing is sensitive to the transition times obtained from the control layer, which in turn are strongly dependent on process variables. This work investigates the impact of integrating these layers by adopting the advanced MPC control strategy considering a nonlinear chemical plant model. Computer simulation results allow confirming the need to incorporate information from the advanced control layer into production scheduling.

Keywords: scheduling, advanced control, scheduling and control integration

1 INTRODUÇÃO

Na Indústria de Processos, as camadas de decisão sobre Programação da Produção e Controle de processos, historicamente estão separadas, porém com o objetivo de melhorias na economia do processo produtivo, a integração dessas camadas vem recebendo uma atenção sistemática e crescente. Considerando que as decisões de uma dessas camadas dependem necessariamente de informações da outra, a melhoria na integração entre elas implica em melhores resultados operacionais. Mas essa integração não é uma tarefa simples, a sua complexidade é devida, acima de tudo, a ocorrer em diferentes escalas de tempo. Por isso a atenção da comunidade científica e industrial tem crescido na busca dessa integração. (BALDEA e HARJUNKOSKI, 2014; GROSSMANN, 2005).

O objetivo deste trabalho consiste em apresentar um exemplo simulado de integração dessas camadas que ilustra claramente como as informações da camada de controle impactam na camada de programação da produção. Para isso, foi utilizada a estratégia DMC (*Dynamic Matrix Control*) que pode ser vista em (MACIEJOWSKI, 2002).

Para o cálculo do *scheduling* ótimo são utilizadas informações sobre os tempos de transição que ocorrem na troca da produção de produtos distintos em uma planta química, obtidas por simulação do controle do processo, que impactam diretamente no sequenciamento da produção. Observou-se que uma pequena mudança nas especificações da matéria prima, em apenas uma variável, já é suficiente para mudança no *scheduling* da produção. Isso mostra que as camadas de *scheduling* e controle realmente devem ser vistas de forma integrada.

O artigo está estruturado da seguinte forma: o tópico 1 apresenta uma introdução sobre o tema do trabalho; no tópico 2 é descrita a metodologia utilizada; no tópico 3 é apresentado o referencial teórico; no tópico 4 são descritos os modelos da planta, do controlador DMC e do problema de *scheduling*; no tópico 5 são apresentados os resultados da simulação; e no tópico 6 são apresentadas as conclusões.

2 METODOLOGIA

Turrioni e Mello (2012) afirmam que o método de simulação é utilizado quando se deseja

experimentar um sistema real a partir de um modelo com a verificação da resposta do sistema a modificações propostas.

Nas décadas de 60 e 70 a simulação era excessivamente cara e utilizavam ferramenta que eram disponíveis apenas para grandes corporações. Atualmente, com a evolução dos computadores e de ferramentas de software, o tempo e esforço dispendido em um projeto de simulação foi radicalmente reduzido sendo utilizado principalmente na análise dos resultados. (MARTINS, MELLO E TURRIONI, 2014).

Segundo Azevedo et al. (2010), simulação é uma ferramenta exploratória de apoio a decisão que utiliza modelos que permitem a realização de experimentos para análise de comportamentos futuros de um sistema e também a construção de cenários com base em alterações de parâmetros.

De acordo com Perros (2009), um modelo de simulação é, em geral, usado para estudar os sistemas da vida real em condições virtuais. Particularmente o interesse consiste na quantificação do desempenho de um sistema em estudo para diversos valores de seus parâmetros de entrada. Essas medidas quantificadas de desempenho podem ser muito úteis no processo de decisão gerencial.

Neste trabalho é utilizada o método de simulação para apresentar o impacto da integração das camadas de decisão do sequenciamento da produção, *scheduling*, com o controle avançado em um processo contínuo.

3 REFERENCIAL TEÓRICO

Segundo Du et al. (2015), as funções de Programação e Controle da produção definem metas de produção com base na demanda e buscam cumpri-las, mesmo com a presença de perturbações, por isso essas funções são consideradas essenciais na cadeia de suprimentos na indústria de processos.

A construção de modelos dinâmicos com base matemática comum entre as funções de Programação e Controle da Produção é necessária para suportar as incertezas, de modo que sua execução possa ocorrer em tempo real para os mais diversos tipos de sistemas de produção (BALDEA e HARJUNKOSKI, 2014; LINDHOLM e NYTZÉN, 2014; DU et al., 2015).

Lindholm e Nytzén (2014) afirmam que para a melhoria na eficiência operacional na indústria de processos é preciso que as funções de programação da produção e de controle do processo sejam otimizadas.

Yugma et al. (2014) consideram que as atividades de programação e controle são inevitavelmente confrontadas, devido principalmente ao aumento da complexidade das técnicas e escalas de produção, isto porque cada uma dessas camadas depende de informações da outra.

Para a Programação da Produção, Shobrys e White (2002) consideram as seguintes variáveis-

chaves: tempo inicial de uma operação, unidade, local de ocorrência, duração e o volume a ser processado. Consideram como indicadores: demanda do produto e possibilidade de manter as unidades operando continuamente em horizontes de tempos que pode ser de dias a meses, e que normalmente estão relacionados com tempos críticos de entrega de matérias-primas e ciclos de operação dos equipamentos e unidades operacionais.

Para a redução de custos e operação mais eficiente da planta, ARC (2015) afirma que é comum utilizar-se de ADP (*Advanced Process Control*) e ferramentas de otimização em tempo real. Entretanto, as necessidades de requisitos de produção mudam constantemente para adequação às oportunidades de mercado. Com isso as empresas estão buscando a representação de um modelo mais integrado da planta, com a produção colaborativa e a mensuração do seu desempenho em tempo real.

De acordo com Kozák (2014), o sucesso obtido com os métodos de controle convencionais para automação de processos, tais como PID (*Proportional-Integral Derivative*), Sistemas Lineares, entre outros, promoveram o desenvolvimento de novos métodos baseados em algoritmos mais elaborados e estratégias de software com uso efetivo de hardware. Esses métodos incluem: MPC-*Model Predictive Control*, MPC híbrido, MIMO-*Multiple-Input-Multiple-Output*, controle robusto e adaptativo, e mais recentemente, chegando a métodos computacionais baseados em técnicas de inteligência artificial, com uso de algoritmos genéticos, redes neurais, sistemas fuzzy, e outros mais.

DMC (*Dynamic Matrix Control*) é um tipo real de controle preditivo (MPC) que consiste em um conjunto de esquemas de controles mais avançados que os tradicionais PID (LOPEZ-GUEDE et al., 2013).

De acordo com Nppert (2002), DMC é um dos métodos de controle preditivo mais populares. É especialmente poderoso para vários sistemas de controle com múltiplas entradas e múltiplas saídas. Por isso é muito utilizado em estudos com simulação.

Para Bagheri e Sedigh (2015) DMC é uma das primeiras implementações comerciais de MPC e é amplamente utilizado em muitos processos químicos, isto devido a estrutura simples do controlador e exigência mínima de informações de planta.

4 MODELOS DA PLANTA, DO CONTROLADOR DMC E DO PROBLEMA DE *scheduling*

A planta química consiste em um reator CSTR (*Continuous Stirred-Tank Reactor*) não isotérmico que converte um reagente A em três produtos P1, P2 e P3, diferenciados apenas pelas concentrações. As concentrações do exemplo correspondem a regiões de estabilidade quando a planta, em malha aberta, é perturbada por um sinal do tipo degrau unitário.

O modelo matemático do reator consiste de um sistema de equações diferenciais ordinárias de

segunda ordem proveniente do balanço de massa do reagente A e do balanço de energia.

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{q}{V} (C_{AO} - C_A) - k_0 e^{\frac{-E_A}{RT}} C_A \quad (1)$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{q}{V} (T_0 - T) - \frac{1}{\rho C_p} k_0 e^{\frac{-E_A}{RT}} C_A \Delta H - \frac{UA}{V \rho C_p} (T - T_c) \quad (2)$$

Sendo que: C_A e T são concentração e temperatura, U é o coeficiente de transferência de calor, A é área de transferência de calor, ρ e C_p são densidade e capacidade térmica da mistura de reação, V é o volume do reator, q é a taxa do fluxo de alimentação, C_{AO} é concentração de entrada, E_A é a energia de ativação, k_0 é o fator pré-exponencial na expressão de taxa de reação, T_c é a temperatura do fluido de refrigeração e T_0 a temperatura de alimentação. Os valores dos parâmetros estão dados na Tabela 1.

O modelo do controlador DMC é construído após testes de simulação, tomando como referência a planta química modelada. Em cada ponto de operação, determina-se a matriz dinâmica considerando o horizonte do modelo N , tal que $N=50$ e período de amostragem $T=0,05$ min.

Os parâmetros $L=5$ e $R=10$ representam os movimentos das ações de controle da variável manipulada T_c e o horizonte de predição das saídas futuras. É usada uma trajetória de referência com o parâmetro $\alpha=0.8$ que define a taxa de aproximação ao setpoint da variável controlada T (temperatura do corpo do reator) a ser alcançada. Os valores desses parâmetros são definidos por inspeção nos resultados da simulação. Vale ressaltar que não são valores otimizados. A função no tempo da variável manipulada definida pela estratégia de controle DMC adotada (maiores detalhes desta função podem ser encontrados em Maciejowski (2002)) é apresentada a seguir:

$$\Delta T_c = (A^T A)^{-1} A^T \hat{E} \quad (3)$$

Onde: A é a matriz dinâmica e \hat{E} é a matriz que representa o desvio predito da saída em relação à trajetória desejada.

O problema da programação da produção pode ser modelado como um problema de otimização, considerando intervalos de tempos (“slot”), associados a cada produto. Assumem-se, neste caso, três intervalos (slots), um para cada produto. Cada slot contém um período de transição e um período de produção. O período de transição corresponde ao tempo necessário para alcançar as novas condições de operação do reator para a produção de um novo produto, conforme mostra a Figura 1.

A programação ótima então objetiva maximizar a seguinte função objetivo de lucro (BALDEA, HARJUNKOSKI, 2014)

$$J = \frac{1}{T_m} \left[\sum_{i=1}^3 \pi_i \omega_i - \sum_{i=1}^3 C_{e,i} \omega_i \sum_{s=1}^3 z_{i,s} (T_m - t_s^f) - q C_{rm} T_m \right] \quad (4)$$

em que: T_m , π_i , ω_i , $C_{s,i}$ e $z_{i,s}$, são respectivamente: *makespan*, preço de venda do produto i , quantidade produzida do produto i , custo de estocagem do produto i por dm^3 por hora, variável binária de identificação do produto se produto i é produzido no *slot* s .

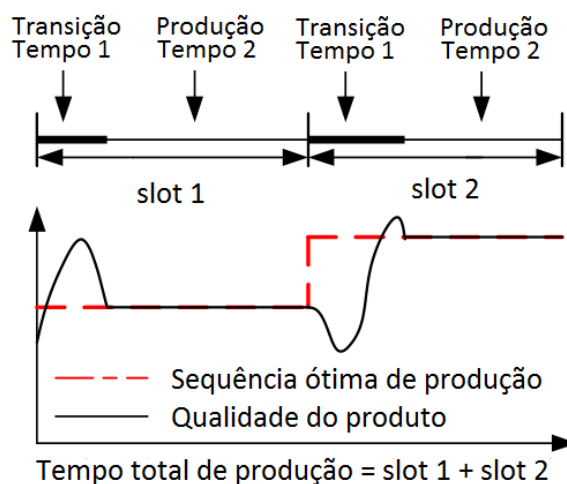


Figura 1 – Programação da Produção baseada em intervalos de tempo para processos contínuos.

Fonte: adaptado de Flores-Tlacuahuac e Grossmann, 2006.

A quantidade produzida do produto i é dada por:

$$\omega_i = \sum_{s=1}^3 \int_{t_s^s + \tau_{ii}}^{t_s^f} z_{i,s} q \, dt \quad (5)$$

Sendo que: t_s^s é o tempo de início no slots onde o produto i é produzido, t_s^f é o tempo de finalização para o mesmo slot, τ_{ii} é o tempo de transição entre o produto no slot $s-1$ e o produto i feito no *slot* s . Os instantes de tempo devem satisfazer as seguintes relações de precedência:

$$t_s^f > t_s^s + \tau_{ii} \quad \forall s > 1 \quad (6) \quad t_s^s = t_{s-1}^f \quad \forall s \neq 1 \quad (7) \quad e \quad t_3^f \leq T_m \quad (8)$$

as quais: requerem que um intervalo de tempo (slot) seja maior que o correspondente tempo de transição; impõem a coincidência de que o tempo final de um slot com o tempo inicial do slot seguinte; e definem a relação entre o tempo final do último slot com o tempo total de ciclo (T_m).

As variáveis binárias $Z_{i,s} \in \{0,1\}$ estão associadas cada qual a um produto, assegurando que o produto i é feito apenas uma vez para os três slots disponíveis

$$\sum_{s=1}^3 Z_{i,s} = 1 \quad \forall i \quad (9) \quad e \quad \sum_{i=1}^3 Z_{i,s} = 1 \quad \forall s \quad (10)$$

A formulação do problema deve incluir também restrições para a satisfação das demandas:

$$\omega_i = \delta_i, \quad \forall i \quad (11)$$

Para determinar o sequenciamento ótimo é necessário considerar todas as possíveis sequências de produção e os tempos de transição τ_{ii} nas equações. Seus valores dependem da dinâmica do sistema, e podem, em princípio, ser computados com a realização de testes para todas as possíveis transições entre produtos. Isto sugere que o problema de controle para este reator deve ser abordado antes do problema de programação.

5 RESULTADOS

Nesta seção são apresentados os resultados de simulação que ilustram a dependência entre as tomadas de decisão definidas para as camadas de *scheduling* e de controle. São apresentados dois exemplos do processo produtivo. Para isto, foi utilizado um modelo de CSTR dado por Henson e Seborg (1993). Os parâmetros do modelo da planta considerada são fornecidos na Tabela 1.

O reator transforma o reagente A em produtos distintos pela concentração final: P1(89,8%, $CA = 0,112$ mol/l), P2 (96,1%, $CA = 0,039$ mol/l), e P3 (98,2%, $CA = 0,018$ mol/l). Os produtos são obtidos com a manutenção da temperatura em regime no corpo do reator nos seguintes valores: 381,69K, 401,49K e 416,43K para os produtos P1, P2 e P3, respectivamente.

O primeiro exemplo mostra os resultados por simulação dos tempos de transição, com uso dos dados da tabela 1, para as possíveis sequências de produção de P1, P2 e P3. Enquanto que, o segundo exemplo mostra os resultados da simulação considerando uma perturbação de 1% na qualidade do reagente A, que alimenta o reator. x'x'

Tabela 1 – Parâmetros de processo para CSTR exotérmico

Parâmetro	Valor
q	100 dm ³ min ⁻¹
V	100 dm ³
E/R	8750
UA	5. 10 ⁴ J K ⁻¹ min ⁻¹
C _p	0,239 J g ⁻¹ K ⁻¹
k _o	7,2 10 ¹⁰ min ⁻¹
C _{A0}	1 mol/l
ΔH	- 5. 10 ⁴ J mol ⁻¹
ρ	10 ³ g dm ⁻³

Fonte: Henson & Seborg, 1993

A demanda para cada produto P_i , $i \in \{1, 2, 3\}$ é dada por $\delta = [2040 \ 30]$ dm³, os preços são $\pi = [1000 \ 1200 \ 2000]$ \$/dm³, o armazenamento custos de estocagem $CE = [20 \ 50 \ 30]$ \$/dm³/min, a taxa de fluxo de alimentação é $q = 1$ dm³/h, o custo de matéria-prima é de 20 \$/dm³, e a concentração de alimentação $CA_0 = 1$ mol/l.

As simulações computacionais da aplicação do *scheduling* e da atuação do controlador DMC foram desenvolvidas no ambiente MATLAB.

De acordo com Mathworks(2016) MATLAB (MATrix LABoratory) consiste em um software interativo de alto desempenho voltado para solução numérica de problemas matemáticos.

5.1 Exemplo 1

Neste exemplo, tem-se a temperatura $T_0=350K$ e $CA_0 = 1$ mol/l. Para esse parâmetro, ilustra-se o comportamento das variáveis manipulada TC e de controle T correspondentes a produção de P2 a partir das condições de operação de produção de P1. A partir da resposta da variável controlada T é identificado o tempo de transição τ_{12} , em minutos, conforme mostra a Figura 2.

De forma análoga os demais tempos de transição foram determinados para utilização na resolução do problema de otimização. A partir das simulações para cada transição de par de produtos, a Tabela 2 apresenta os resultados.

Tabela 2- Tempos de transição (min) para $T_0=350K$ e $C_{A0} = 1$ mol/l

	P1	P2	P3
P1		3,35	5,2
P2	6,1		0,95
P3	4,7	0,9	

Fonte: os autores.

A Figura 2 mostra o comportamento das variáveis manipulada e controlada e o tempo de transição para a passagem da produção de P1 para P2.

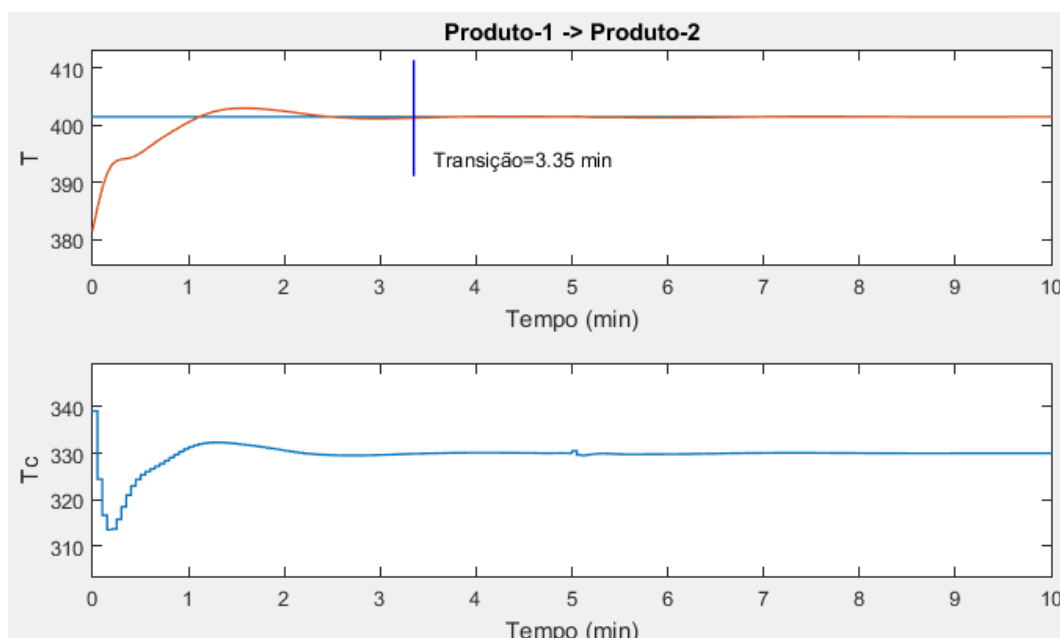


Figura 2 – Gráfico do comportamento das variáveis manipulada e de controle para $T_0=350K$ e $CA_0 = 1\text{mol/l}$. Fonte: os autores.

A solução do problema de otimização considerando os tempos de transição determinados e demais parâmetros do controlador é tal como segue:

Sequência ótima: Produto 2 \rightarrow Produto 3 \rightarrow Produto 1.

$J=465,41 \text{ R\$/min}$; $T_m=95,65 \text{ min}$.

5.2. Exemplo 2

Neste exemplo, considerou-se uma variação de 1% na concentração do reagente A, ficando $CA_0 = 1,01 \text{ mol/l}$. Os demais parâmetros foram mantidos iguais aos do exemplo 1. A Figura 3 apresenta o

gráfico do comportamento das variáveis manipulada e de controle e a Tabela 3 mostra os tempos de transição, usando o mesmo procedimento do Exemplo 1 para obtê-las.

Tabela 3 - Tempos de transição (min) para $T_0=350K$ e $C_{A0}=1,01$ mol/l.

	P1	P2	P3
P1		2,05	3,4
P2	5,7		1,8
P3	5,3	1,85	

Fonte: os autores.

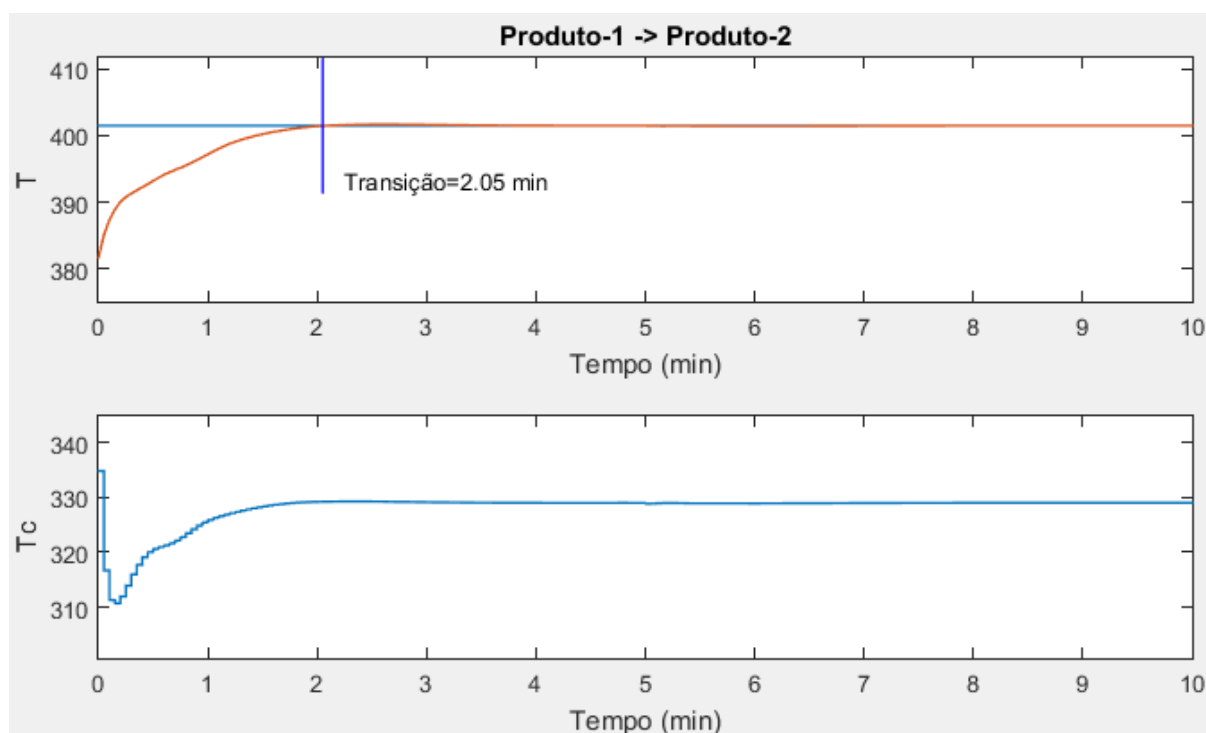


Figura 4 – Gráfico do comportamento da variável manipulada e de controle para $T_0=350K$ e $C_{A0} = 1,01$ mol/l. Fonte: os autores.

Neste exemplo, a solução do problema de otimização considerando os tempos de transição determinados e demais parâmetros do controlador é tal como segue:

Sequência ótima: Produto 2 → Produto 1 → Produto 3.

$J=457,5$ R\$/min; $T_m=99,10$ min

Observa-se que uma mínima variação em uma variável de operação do reator, no caso a concentração da matéria prima, modifica os tempos de transição que impactam nos valores de makespan e de lucro, bem como o sequenciamento ótimo da produção.

6 CONCLUSÕES

A literatura vem apontando a importância da integração de camadas de decisão na indústria de processos. As informações obtidas a partir da integração entre as camadas permitem que as decisões tomadas levem a um melhor desempenho operacional. (BALDEA e HARJUNKOSKI, 2014; GROSSMANN, 2005)

Para constatar o impacto na programação da produção devido à integração das camadas de controle avançado e de *scheduling* na indústria de processos, considerou-se a simulação computacional de um modelo de processo químico associado a um reator CSTR controlado pela estratégia de controle DMC, visando a obtenção de três produtos de acordo com a programação da produção resultante da resolução de um problema de otimização.

A partir dos experimentos computacionais, os tempos de transição que ocorrem na mudança de processamento de produtos distintos, bem como na variação de tolerância na especificação de materiais que alimentam o processo, variam significativamente, forçando a camada de *scheduling* a alterar a programação da produção de forma a alcançar melhorias no desempenho operacional da planta.

Experimentos computacionais indicam que os tempos de transição, decorrentes das trocas de tipos de produtos definidos pela programação da produção, são fortemente dependentes das variáveis envolvidas no processo, em particular de flutuações em parâmetros de matéria prima, mesmo aqueles delimitados pelos limites de tolerância pré-estabelecidos. A sensibilidade dos tempos de transição observada provoca, no caso em questão, fortes impactos na programação da produção, ou seja, a camada de *scheduling* deve rever a programação da produção considerando informações da camada de controle de processos a fim de alcançar melhorias no desempenho operacional da planta. Se operam isoladamente, o desempenho do processo produtivo pode ser intensamente degradado.

Resultados de simulação confirmam a necessidade da integração de informações das duas camadas: *scheduling* e controle. Constata-se que relativamente reduzidas variações nas especificações

da matéria prima geram alterações na programação ótima da produção, com efeitos significativos para o desempenho da planta como um todo.

Considerar uma estratégia integrada para estabelecer as decisões nas diferentes camadas de um processo produtivo, em especial as camadas de *scheduling* e controle, se apresenta como uma alternativa de expressivo potencial em face da necessidade vital de manter altos índices de desempenho. Assim, esforços de pesquisa são imprescindíveis para expandir a teoria envolvida e permitir que técnicas possam ser efetivamente aplicadas nos respectivos segmentos produtivos.

REFERÊNCIAS

- ARC Advisory Group. Advanced Process Control & On-line Optimization. Five year market analysis and technology forecast through 2017. (2015) Disponível em: <http://www.arcweb.com/services/supplier-selection/pages/advanced-process-control.aspx> Acesso em: 08/05/2015
- AZEVEDO,D.; VACCARO,L.R.;LIMA,R.C.;SILVA,D.O. Um Estudo de Simulação Computacional para Análise de Perfis de Aprendizagem Organizacional. *Produção*, v. 20, n. 4, p. 639-656. 2010
- BAGHERI,P.;SEDIGH,A.K. Robust tuning of dynamic matrix controllers for first order plus dead time models. *Applied Mathematical Modelling* n.39 p.7017–7031, 2015
- BALDEA, M.; HARJUNKOSKY, I. Integrated production scheduling and process control: A systematic review. *Computers and Chemical Engineering*,n. 71, p. 377-390, 2014.
- DU, J.; PARK, J.; HARJUNKOSKI,I.; BALDEA, M. I. A time scale-bridging approach for integrating production scheduling and process control. *Computers and Chemical Engineering*, n. 79, p. 59–69, 2015.
- FLORES-TLACUAHUAC, A.;GROSSMANN, I. E. Simultaneous Cyclic Scheduling and Control of TubularReactors: Parallel Production Lines. *Industrial & Engineering ChemistryResearch*,n. 50, p. 8086-8096, 2011.
- GROSSMANN, I.Enterprise-wide Optimization: A New Frontier in Process Systems Engineering Chemical, Wiley InterScience (www.interscience.wiley.com), n. 51, p. 1846-1857, 2005.
- HENSON, M.A., SEBORG, D. E. Theoretical analysis of unconstrained nonlinear model-predictive control. *Int. J. Control*, v. 58, p. 1053-1080, 1993.
- KOZÁK, S. State-of-the-art in control engineering. *Journal of Electrical Systems and Information Technology*,n. 1, p. 1-9 (2014).
- LOPEZ-GUEDE,J.M.;FERNANDEZ-GAUNA,B.;GRANÃ,M.;OTERINO, F. On The Influence of Prediction Horizon in Dynamic Matrix Control. *International Journal of Control Science and Engineering*. 2013.

- MACIEJOWSKI, J. M. Predictive Control with Constraints, Essex, Pearson Education Limited, 2002.
- MARTINS, R.A.; MELLO, A. H. P.; TURRIONI, J.B. Guia para Elaboração de Monografia e TCC em Engenharia de Produção. Editora Atlas SA. São Paulo, 2014.
- PERROS,H. Computer Simulation Techniques: The Definitive Introdution. Compute Science Department NC State Universitu, Raleigh 2009.
- SHOBRY, D. E.; WHITE, D. C. Planning, scheduling and control systems: why cannot they work together. Computers and Chemical Engineering,n. 26, p. 149-160 (2002).
- MATLAB. Disponível em:
http://www.mathworks.com/products/matlab/features.html#matlab_speaks_math. Acesso em:
 04/06/2016.
- NIPPERT,R.C. Simple Models That Illustrate Dynamic Matrix Control. Proceedings of the 2002 American Society for Engineering Education Annual Conference & Exposition. American Society for Engineering Education, 2002.
- TURRIONI, J. B.; MELLO C. H. P. Metodologia de Pesquisa em Engenharia de Produção. Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Produção da Universidade Federal de Itajubá. UNIFEI (2012). Disponível em: http://www.carlosmello.unifei.edu.br/Disciplinas/Mestrado/PCM-10/Apostila-Mestrado/Apostila_Metodologia_Completa_2012.pdf, Acesso em: 08/05/2015.
- YUGMA, C.; BLUE, J.; DAUZÈRE-PÉRÈS,S;VIALLETTELLE,P.Integration of Scheduling and Advanced Process Control in Semiconductor Manufacturing: Review and Outlook. IEEE International Conference on Automation Science and Engineering (CASE) Taipei, Taiwan, August 18-22, 2014.